

ЧИСЛЕННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ РЕЖИМОВ ГАЗИФИКАЦИИ УГЛЯ И БИОМАССЫ В ПОТОЧНОМ ГАЗОГЕНЕРАТОРЕ С ПАРОКИСЛОРОДНЫМ ДУТЬЕМ

И.Г. Донской

Институт систем энергетики им. Л.А. Мелентьева СО РАН, г. Иркутск, Россия

Процесс газификации биомассы (древесной, сельскохозяйственной и т. д.) может быть неустойчивым из-за низкой теплоты сгорания, а также сопровождаться образованием значительного количества смолы. Поэтому добавление угля способствует повышению эффективности переработки биомассы. С другой стороны, высокая реакционная способность биомассы может способствовать стабилизации режимов горения и газификации низкорекционных топлив, таких как угли высокой степени метаморфизма или коксовые остатки нефтепереработки. Совместная газификация топлив с существенно отличающимися свойствами не только смещает оптимальные режимы работы газогенератора (по удельному расходу окислителя и условиям шлакования), но и существенно влияет на процессы, связанные с подготовкой горючего газа к использованию в камере сгорания или каталитическом реакторе. В работе проведено численное исследование стационарных режимов газификации угольной пыли с добавлением биомассы в поточном газогенераторе с парокислородным дутьем. Получены расчетные зависимости эффективности процесса от управляющих параметров: доли биомассы в смеси с углем и удельного расхода кислорода.

Ключевые слова: газификация, уголь, биомасса, численное моделирование.

Введение

Использование биомассы в энергетике связано с двумя важными задачами: снижением зависимости энергосистем от дорогого качественного топлива и повышением экологической эффективности теплоэнергетических установок (за счет переработки углеродсодержащих отходов и в ряде случаев снижения вредных выбросов). Помимо совместного сжигания возможны также и другие способы переработки топлив, в том числе их совместная газификация. Процесс газификации низкосортных топлив может быть неустойчивым из-за их низкой теплоты сгорания, часто сопровождается образованием смолистых продуктов, поэтому добавление угля способствует повышению эффективности их переработки. С другой стороны, высокая реакционная способность биомассы может способствовать стабилизации режимов горения и газификации низкорекционных топлив, таких как угли высокой степени метаморфизма или коксовые остатки нефтепереработки. В данной работе рассматривается процесс газификации измельченного топлива в несущем потоке, который позволяет получать газовое топливо для разных целей (парогазовый цикл, химическая технология [1, 2]). Газификация углеродсодержащих промышленных отходов и биомассы в виде добавки к основному топливу реализована на действующих угольных станциях [3–5]; теоретические и экспериментальные исследования таких процессов проводились в работах [6–8].

Совместная газификация топлив с существенно отличающимися свойствами не только смещает оптимальные режимы работы газогенератора (по удельному расходу окислителя и условиям шлакования), но и существенно влияет на процессы, связанные с подготовкой горючего газа к использованию в камере сгорания или каталитическом реакторе. Часто требуется дополнительная очистка (которая связана с потерями физической теплоты генераторного газа), либо регулировка состава горючей смеси (разбавление воздухом, азотом, водяным паром и т. д.). Минеральная часть топлив также оказывает влияние на процесс газификации, поскольку зола биомассы может смещать температурные границы шлакования [9] и усиливать коррозионные свойства шлака [10].

Использование низкосортных топлив позволяет в ряде случаев получить дополнительную выгоду в виде платы за утилизацию отходов, однако для этого обычно требуется модернизация тепловой схемы (дополнительные секции подготовки сырья, охлаждения и очистки газа). Теплота сгорания низкосортных топлив практически всегда ниже, чем у энергетических углей, поэтому тепловой КПД энергоустановки при прочих равных условиях будет уменьшаться. Однако в условиях ограничений на вредные выбросы использование биомассы и отходов (даже при небольшом добавлении к основному топливу) может стать эффективным. Требуется выбирать условия таким обра-

зом, чтобы газификация биомассы была технической и экономически оправданной.

Как показывают теоретические и экспериментальные работы, при совместной газификации угля и биомассы часто существует оптимальное соотношение, при котором реализуется достаточно эффективная конверсия компонентов топливной смеси при незначительном изменении технической эффективности [11]. Настоящая работа посвящена исследованию термических режимов конверсии топливных частиц в реакционной зоне поточных газогенераторов.

Математическая модель процесса газификации

В работе используется пространственно одномерная модель процесса газификации угля в потоке, аналогичная моделям [12–14]. При формулировке математической модели принимаются следующие допущения [15]:

- скорость сушки лимитируется внешним массообменом с окружающим воздухом;
- скорость пиролиза пропорциональна содержанию летучих в частице и зависит от температуры по аррениусовскому закону;
- скорость газификации определяется из классического уравнения диффузионно-кинетической теории горения углерода;
- теплопотерями реактора можно пренебречь.

Уравнение теплового баланса для угольной частицы записывается следующим образом:

$$c_p m_p \frac{dT}{d\tau} = \varepsilon \sigma S (T_w^4 - T_p^4) + \alpha_T S (T_g - T_p) - Q_w + Q_r.$$

Здесь c_p – удельная теплоемкость топлива, Дж/(кг К); m_p – масса частицы, кг; T_p – температура частицы, К; ε – степень черноты частицы; σ – постоянная Стеффана – Больцмана, Вт/(м²К⁴); S – площадь поверхности частицы, м²; T_w – температура окружающей среды, К; α_T – коэффициент конвективного теплопереноса, Вт/(м²К); Q_w – теплота испарения влаги, Вт; Q_r – теплота химических превращений, Вт.

Скорость сушки вычисляется по формуле

$$j_w = K_w S (C_{H_2O}^{eq} - C_{H_2O}).$$

Здесь j_w – поток влаги, кг/с; K_w – константа скорости сушки, м/с; C – концентрация, кг/м³.

Коэффициент конвективного тепло- и массообмена для частицы в потоке рассчитывается по формуле Сокольского

$$Nu = Sh = 2 + 0,16 Re_p^{2/3}.$$

Здесь Nu – число Нуссельта; Sh – число Шервуда; Re_p – число Рейнольдса для скорости движения частицы относительно несущего потока.

Скорость пиролиза описывается кинетическим уравнением первого порядка

$$\frac{dm_V}{d\tau} = -k_V^0 \exp\left(-\frac{E_V}{RT}\right) m_V.$$

Здесь m_V – масса летучих в частице, кг; k_V^0 – предэкспоненциальный коэффициент, 1/с; E_V – энергия активации стадии пиролиза, Дж/моль; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль К). Летучие вещества в модели представляются механической смесью химических элементов, которые после выхода из частицы топлива распределяются по молекулярным формам по условиям химического равновесия.

Скорость реагирования топлива с газообразными окислителями записывается следующим образом:

$$\frac{dm_C}{d\tau} = -k_{eff} S C_{ox},$$

где m_C – масса топлива, кг; k_{eff} – эффективная константа скорости гетерогенной реакции, м/с; S – площадь поверхности топлива, м²; C_{ox} – концентрация окислителя, кг/м³.

Эффективная константа скорости выражается через кинетические и массообменные коэффициенты (в предположении, что кинетический порядок реакции по окислителю равен единице) следующим образом:

$$k_{eff} = \frac{k_C k_d}{k_C + k_d}.$$

Здесь k_C – кинетическая константа скорости гетерогенной реакции, м/с; k_d – коэффициент массообмена частицы с потоком, м/с.

Кинетическая константа скорости гетерогенной реакции зависит от температуры по экспоненциальному закону:

$$k_C = k_C^0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right),$$

где k_C^0 – предэкспоненциальный коэффициент, м/с; E_a – энергия активации, Дж/моль.

Кинетические коэффициенты гетерогенных реакций для угля и биомассы приведены в табл. 1. Для других сортов топлива эти коэффициенты могут быть получены кинетическими методами термического анализа [16, 17].

Химическая кинетика реакций в газовой фазе не рассматривается: полагается, что выходящие в газовую фазу вещества мгновенно переходят в состояние термодинамического равновесия. Таким образом, химические превращения описываются с помощью термодинамической модели с макрокинетическими ограничениями на скорость гетерогенных превращений [18, 19]. Такой подход применим для высокотемпературных процессов, в которых скорость газофазных процессов достаточно высока по сравнению со скоростью гетерофазных. Эффекты взаимодействия органической и минеральной части топлив [20, 21] не рассматриваются, поэтому неаддитивность может проявляться из-за изменения состава системы «топливо –

Кинетические характеристики угля и биомассы

Реакция	Уголь		Биомасса	
	k_C^0	E_a	k_C^0	E_a
Пиролиз	$3,38 \cdot 10^5$ 1/с	113,3 кДж/моль	$5 \cdot 10^4$ 1/с	96 кДж/моль
C + O ₂	622,7 г/м ² /атм	101,8 кДж/моль	$2,4 \cdot 10^4$ г/м ² /атм	142 кДж/моль
C + CO ₂	3000 г/м ² /атм	210,6 кДж/моль	$1,32 \cdot 10^5$ г/м ² /атм	259 кДж/моль
C + H ₂ O	2470 г/м ² /атм	175,6 кДж/моль	$9,3 \cdot 10^3$ г/м ² /атм	175 кДж/моль

дутье» и теплоты сгорания топлива. Эти два параметра в основном определяют эффективность процесса газификации [22].

Исходные данные и результаты расчетов

Параметры реактора взяты из работ [7, 23]. Рассматривается цилиндрический реактор с производительностью по топливу $G_C + G_{BM} = 70$ т/ч, рабочее давление в реакторе 4,4 МПа. Геометрические размеры реактора: длина реакционной зоны 6,7 м; внутренний диаметр 3,7 м. Температура топлива, поступающего в реактор, составляет 25 °С;

температура пара 200 °С; температура дутьевого кислорода 200 °С. Расход пара равен 0,05 моль/моль углерода, коэффициент расхода окислителя α меняется в пределах от 0,1 до 0,7 (с шагом 0,05). Дутье состоит из технического кислорода (чистота 95 %) и водяного пара. Однако для подачи топлива используется сжатый азот, поэтому концентрация кислорода в дутье принята равной 85 % [12]. Другим варьируемым параметром является доля биомассы в смеси с углем $G_{BM} / (G_{BM} + G_C)$: эта величина меняется от 0 до 1 с шагом 0,1. Состав топлив приведен в табл. 2.

Таблица 2

Состав и свойства топлив

Свойство	Уголь	Биомасса
W^r , %	2	2
A^d , %	14,2	1,1
V^{daf} , %	27	83
C^{daf} , %	85,33	50,05
H^{daf} , %	4,77	8,19
N^{daf} , %	1,98	0,08
S^{daf} , %	0,93	0,02
Q^r , МДж/кг	27,8	17,5
Плотность органической массы, кг/м ³	1200	900
Средний размер частиц, мкм	100	100

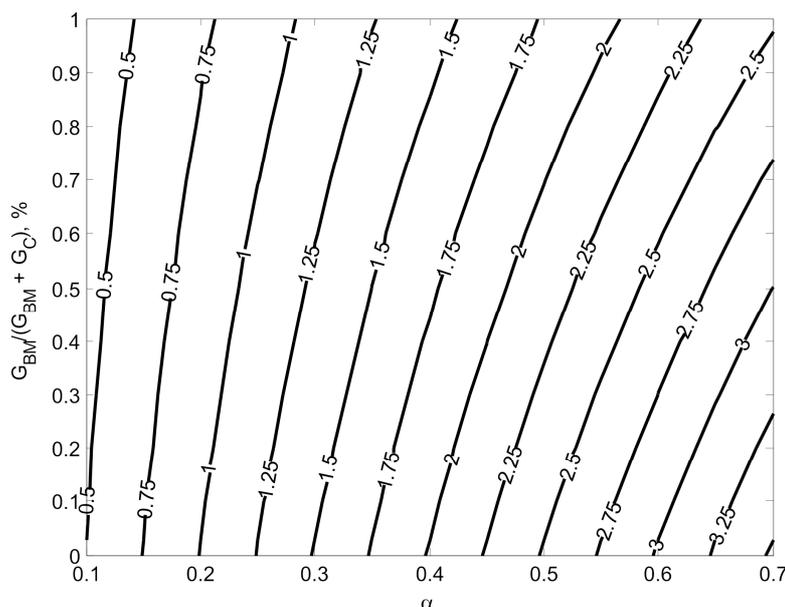


Рис. 1. Зависимость удельного расхода дутья (кг/кг топлива) от состава топлива и коэффициента расхода окислителя

В расчетах менялся коэффициент расхода окислителя, рассчитанный для смесей угля и биомассы. Поэтому массовый расход окислителя зависит не только от коэффициента расхода окислителя, но и от состава топлива. Удельный расход дутья представлен на рис. 1. Оптимальный удельный расход окислителя для древесины ($\alpha = 0,33$) составляет примерно 1,24 кг/кг топлива, для угля ($\alpha = 0,38$) 2 кг/кг топлива.

Индикаторами режимов выбраны следующие характеристики: химический КПД (cold gas efficiency, доля теплоты сгорания твердого топлива, пере-

шедшая в теплоту сгорания газа); конечная температура газа; степень конверсии угля и биомассы. Результаты расчетов представлены на рис. 2–6.

Химический КПД при фиксированном составе топлива и при изменении коэффициента расхода окислителя имеет единственный максимум [24]. С ростом доли биомассы химический КПД возрастает, что согласуется с результатами работы [7]. Максимальный химический КПД (91 %) достигается при газификации биомассы без добавок угля. Область стационарных режимов газификации биомассы начинается при $\alpha \sim 0,25$. При добавле-

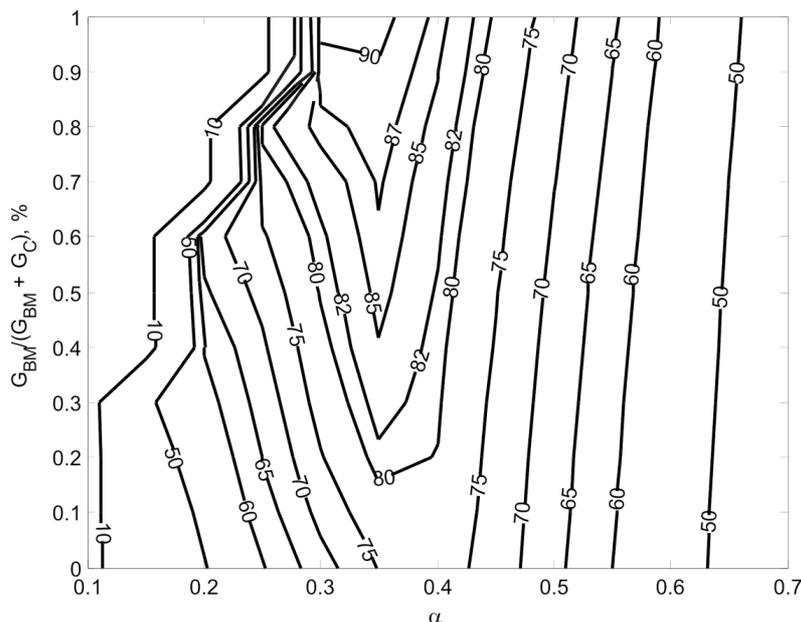


Рис. 2. Зависимость химического КПД процесса газификации (%) от состава топлива и коэффициента расхода окислителя

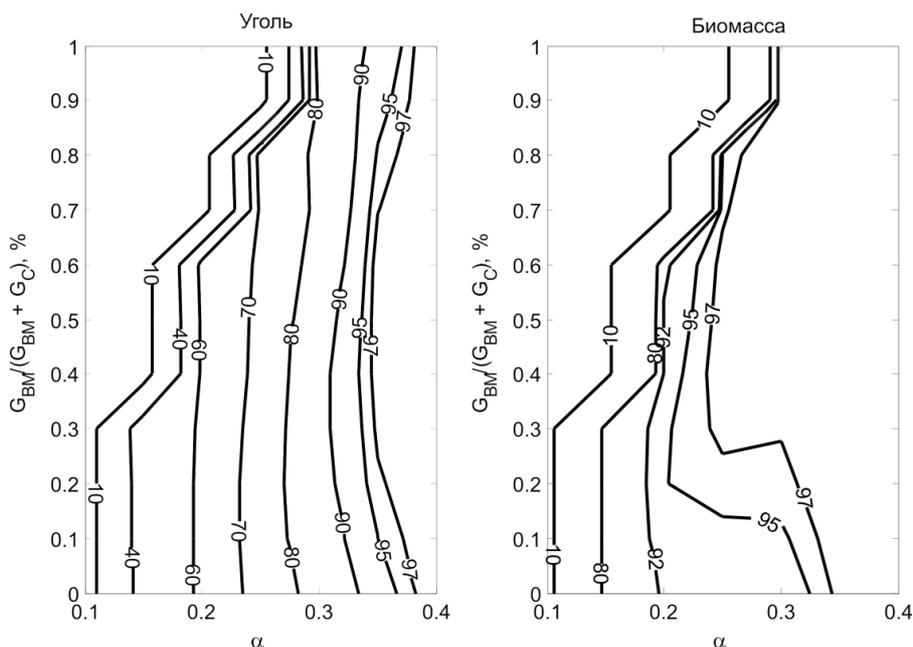


Рис. 3. Зависимость конечной степени конверсии топлив (%) от состава топлива и коэффициента расхода окислителя

нии угля эта область расширяется за счет увеличения теплоты сгорания топлива. Оптимальный коэффициент расхода окислителя для всех случаев лежит в диапазоне $\alpha = 0,3 \div 0,4$.

Из рис. 3 видно, что смеси угля и биомассы полностью газифицируются при несколько меньших значениях коэффициента расхода окислителя по сравнению с отдельными компонентами. Это связано с термохимическим взаимодействием компонентов: из-за изменения температуры (за счет изменения теплоты сгорания) нелинейным образом меняются скорости химических реакций и

время пребывания частиц в реакционной зоне; за счет разной реакционной способности топлив происходит более полное расходование газифицирующих агентов.

Конечная температура генераторного газа падает с ростом доли биомассы (рис. 4): это означает, что в таких условиях могут возникать проблемы с обеспечением устойчивого шлакоудаления. Тогда оптимальные режимы будут сдвигаться в область больших расходов окислителя, чтобы обеспечить необходимый температурный уровень [25].

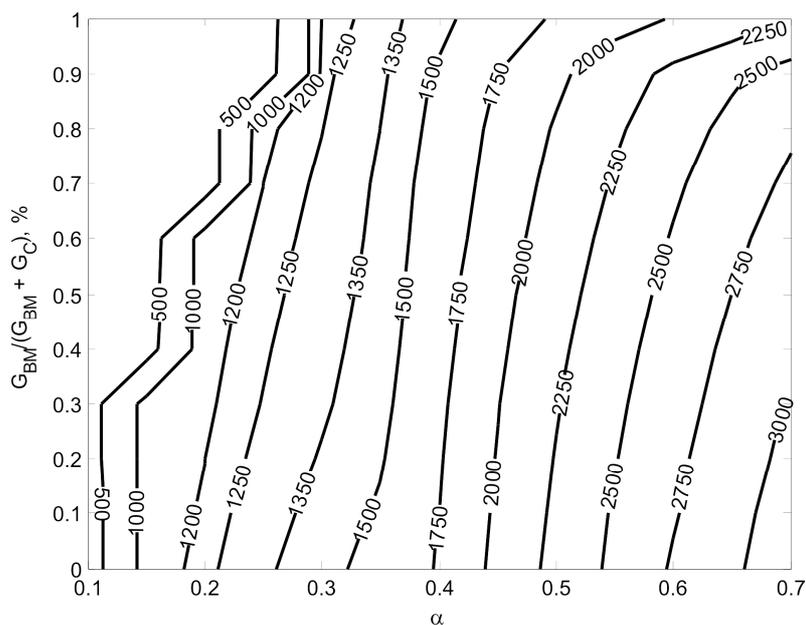


Рис. 4. Зависимость температуры газа на выходе из реакционной зоны (К) от состава топлива и коэффициента расхода окислителя

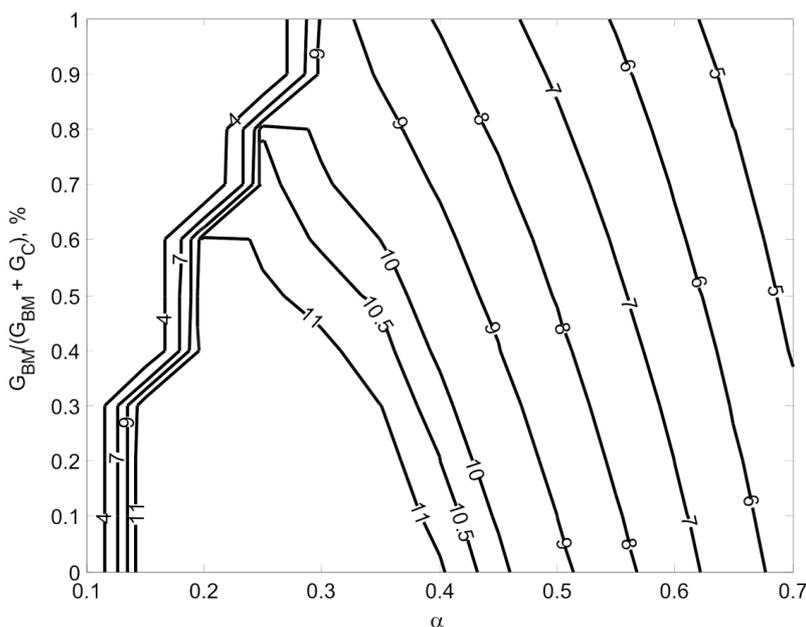


Рис. 5. Зависимость теплоты сгорания сырого генераторного газа (МДж/м³) от состава топлива и коэффициента расхода окислителя

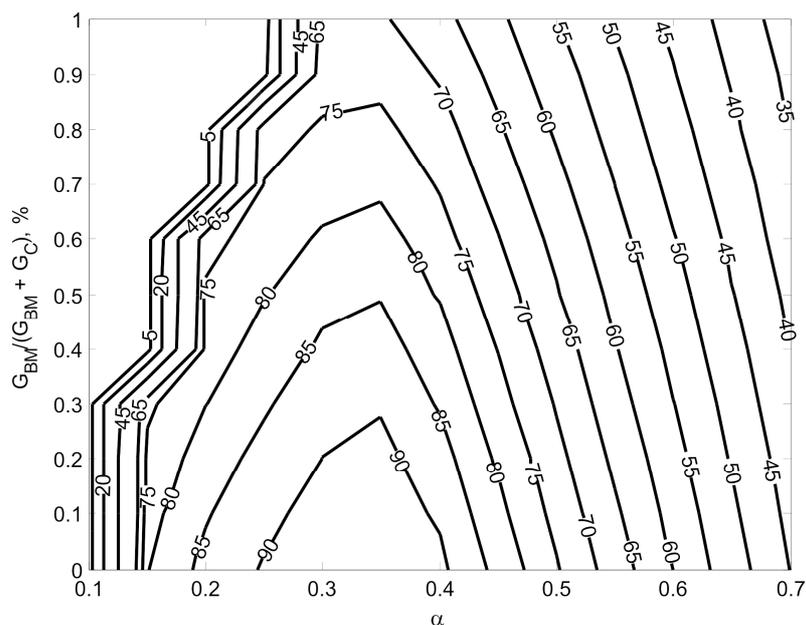


Рис. 6. Зависимость доли горючих компонентов в генераторном газе (%) от состава топлива и коэффициента расхода окислителя

Теплота сгорания газа (рис. 5) падает с ростом коэффициента расхода окислителя: более калорийный газ получается при пиролизе. С ростом доли биомассы теплота сгорания газа также падает, поскольку в продуктах газификации биомассы меньше горючих компонентов (рис. 6). Таким образом, при добавлении биомассы к углю полученный газ будет менее калорийным (хотя химический КПД процесса газификации возрастает).

Для более точного и обоснованного выбора оптимальных режимов совместной газификации угля и биомассы требуется, в первую очередь, корректировка расходов к требуемой мощности реактора по газу и его калорийности. Также необходимо выделить области жидкого шлакоудаления на расчетных режимных картах.

Выводы

В работе проведено расчетное исследование стационарных режимов газификации угля и биомассы в поточном реакторе с парокислородным дутьем. Результаты расчетов показывают, что добавление биомассы позволяет повысить эффективность термохимической конверсии. Процесс совместной газификации топлив даже без явного учета взаимодействия между компонентами имеет неаддитивные характеристики. При высокой доле биомассы снижаются теплота сгорания газа (на 20 % и более) и уровень температуры в реакторе, что может приводить к невозможности жидкого шлакоудаления.

Работа выполнена в рамках научного проекта Ш.17.1. программы фундаментальных исследований СО РАН, пер. № АААА-А17-117030310448-0.

Литература/References

1. De S., Agarwal A.K., Moholkar V.S., Thallada B. (eds.) *Coal and Biomass Gasification. Recent Advances and Future*. Springer, 2018. 524 p. DOI: 10.1007/978-981-10-7335-9
2. Wang T., Stiegel G. (Eds.) *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies*. Woodhead Publ., 2017. 929 p. DOI: 10.1016/B978-0-08-100167-7.00001-9
3. Van der Drift B. *Biomass gasification in the Netherlands*. ECN-E-13-032. Petten: ECN, 2013. 33 p.
4. Sofia D., Llano P.C., Giuliano A., Hernandez M.I., Pena F.G., Barletta D. Co-Gasification of Coal-Petcoke and Biomass in the Puertollano IGCC Power Plant. *Chemical Engineering Research and Design*, 2014, vol. 92, pp. 1428–1440. DOI: 10.1016/j.cherd.2013.11.019
5. Thattai A.T., Oldenboek V., Schoenmakers L., Woudstra T., Aravind P.V. Experimental Model Validation and Thermodynamic Assessment on High Percentage (up to 70%) Biomass Co-Gasification at the 253 MWe Integrated Gasification Combined Cycle Power Plant in Buggenum, The Netherlands. *Applied Energy*, 2016, vol. 168, pp. 381–393. DOI: 10.1016/j.apenergy.2016.01.131
6. Ali D.A., Gadalla M.A., Abdelaziz O.Y., Hulteborg C.P., Ashour F.H. Co-Gasification of Coal and Biomass Wastes in an Entrained Flow Gasifier: Modelling, Simulation and Integration Opportunities. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2017, vol. 37, pp. 126–137. DOI: 10.1016/j.jngse.2016.11.044

7. Jeong H.J., Hwang I.S., Park S.S., Hwang J. Investigation on Co-Gasification of Coal and Biomass in Shell Gasifier by Using a Validated Gasification Model. *Fuel*, 2017, vol. 196, pp. 371–377. DOI: 10.1016/j.fuel.2017.01.103
8. Kobayashi N., Suami A., Itaya Y. Co-Gasification Behaviour of Woody Biomass and Coal in an Entrained Down-Flow Gasifier. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 2017, vol. 50, no. 11, pp. 862–870. DOI: 10.1252/jcej.16we266
9. Fang X., Jia L. Experimental Study on Ash Fusion Characteristics of Biomass. *Bioresource Technology*, 2012, vol. 104, pp. 769–774. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.11.055
10. Mallick D., Mahanta P., Moholkar V.S. Co-Gasification of Coal and Biomass Blends: Chemistry and Engineering. *Fuel*, 2017, vol. 204, pp. 106–128. DOI: 10.1016/j.fuel.2017.05.006
11. Long III H.A., Wang T. Parametric Techno-Economic Studies of Coal/Biomass Co-Gasification for IGCC Plants with Carbon Capture Using Various Coal Ranks, Fuel-Feeding Schemes, and Syngas Cooling Methods. *International Journal of Energy Research*, 2016, vol. 40, no. 4, pp. 473–496. DOI: 10.1002/er.3452
12. Донской И.Г. Математическое моделирование реакционной зоны газогенератора типа Shell-Prenflo с помощью моделей последовательных равновесий. Химия твердого топлива. 2016. № 3. С. 54–59. [Donskoi I.G. Mathematical Modeling of the Reaction Zone of a Shell-Prenflo Gasifier with the Use of the Models of Sequential Equilibrium. *Solid Fuel Chemistry*, 2016, vol. 50, no. 3, pp. 191–196.] DOI: 10.3103/S0361521916030034
13. Gazzani M., Manzolini G., Macchi E., Ghoniem A.F. Reduced Order Modeling of the Shell-Prenflo Entrained Flow Gasifier. *Fuel*, 2013, vol. 104, pp. 822–837. DOI: 10.1016/j.fuel.2012.06.117
14. Tremel A., Spliethoff H. Gasification Kinetics during Entrained flow Gasification. Part III: Modelling and Optimization of Entrained Flow Gasifiers. *Fuel*, 2013, vol. 107, pp. 170–182. DOI: 10.1016/j.fuel.2013.01.062
15. Hwang M., Song E., Song J. One-Dimensional Modeling of an Entrained Coal Gasification Process Using Kinetic Parameters. *Energies*, 2016, vol. 9, article no. 99, 21 p. DOI: 10.3390/en9020099
16. Дектерев А.А., Осипов П.В., Чернецкий М.Ю., Рыжков А.Ф. Влияние скорости предварительного нагрева угольной пыли на реакционную способность коксового остатка. Химия твердого топлива. 2017. № 1. С. 21–27. [Dekterev A.A., Osipov P.V., Chernetskiy M.Y., Ryzhkov A.F. Effect of the Rate of Pulverized Coal Preheating on Char Reactivity. *Solid Fuel Chemistry*, 2017, vol. 51, no. 1, pp. 17–23.] DOI: 10.3103/S0361521917010037
17. Козлов А.Н., Свищев Д.А., Худякова Г.И., Рыжков А.Ф. Кинетический анализ термохимической конверсии твердых топлив (обзор). Химия твердого топлива. 2017. № 4. С. 12–21. [Kozlov A.N., Svishchev D.A., Khudiakova G.I., Ryzhkov A.F. A Kinetic Analysis of the Thermochemical Conversion of Solid Fuels (A Review). *Solid Fuel Chemistry*, 2017, vol. 51, no. 4, pp. 205–213.] DOI: 10.3103/S0361521917040061
18. Kaganovich B.M., Keiko A.V., Shamansky V.A. Equilibrium Thermodynamic Modeling of Dissipative Macroscopic Systems. *Advances in Chemical Engineering*, 2010, vol. 39, no. C, pp. 1–74. DOI: 10.1016/S0065-2377(10)39001-6
19. Pajarre R., Koukkari P., Kangas P. Constrained and Extended Free Energy Minimisation for Modelling of Processes and Materials. *Chemical Engineering Science*, 2016, vol. 146, pp. 244–258. DOI: 10.1016/j.ces.2016.02.033
20. Ding L., Zhang Y., Wang Z., Huang J., Fang Y. Interaction and Its Induced Inhibiting or Synergistic Effects during Co-Gasification of Coal Char and Biomass Char. *Bioresource Technology*, 2014, vol. 173, pp. 11–20. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.09.007
21. Tchapda A.H., Pisupari S.B.V. A Review of Thermal Co-Conversion of Coal and Biomass/Waste. *Energies*, 2014, vol. 7, pp. 1098–1148. DOI: 10.3390/en7031098
22. Svishchev D.A., Kozlov A.N., Donskoy I.G., Ryzhkov A.F. A Semi-Empirical Approach to the Thermodynamic Analysis of Downdraft Gasification. *Fuel*, 2016, vol. 168, pp. 91–106. DOI: 10.1016/j.fuel.2015.11.066
23. Seggiani M. Modelling and Simulation of Time Varying Slag Flow in a Prenflo Entrained-Flow Gasifier. *Fuel*, 1998, vol. 77, no. 14, pp. 1611–1621. DOI: 10.1016/S0016-2361(98)00075-1
24. Biagini E. Study of the Equilibrium of Air-Blown Gasification of Biomass to Coal Evolution Fuels. *Energy Conversion and Management*, 2016, vol. 128, pp. 120–133. DOI: 10.1016/j.enconman.2016.09.068
25. Roberts, D.G., Harris D.J., Tremel A., Ilyushechkin A.Y. Linking Laboratory Data with Pilot Scale Entrained Flow Coal Gasification Performance. Part 2: Pilot Scale Testing. *Fuel Processing Technology*, 2012, vol. 94, no. 1, pp. 26–33. DOI: 10.1016/j.fuproc.2011.10.011

Донской Игорь Геннадьевич, канд. техн. наук, старший научный сотрудник, отдел теплосиловых систем, Институт систем энергетики им. Л.А. Мелентьева СО РАН, г. Иркутск; donskey.chem@mail.ru.

Поступила в редакцию 9 июня 2018 г.

NUMERICAL INVESTIGATION OF COAL AND BIOMASS CO-GASIFICATION REGIMES IN ENTRAINED-FLOW OXYGEN-STEAM BLOWN REACTOR

I.G. Donskoy, donskoy.chem@mail.ru

Melentiev Energy Systems Institute of SB RAS, Irkutsk, Russian Federation

The biomass (wood, agricultural, etc.) gasification can be unstable due to low calorific value, as well as accompanied by a significant amount of tars. Therefore, the addition of coal enhances the processing of biomass. On the other hand, the high reactivity of biomass can contribute to the stabilization of combustion and gasification regimes of low-reaction fuels, such as high grade coals or residue petroleum coke. Co-gasification of the fuels changes optimal gasifier operating modes (by specific consumption of oxidizer and slag conditions), and influences the processes associated with the preparation of producer gas for use in a combustion chamber or catalytic reactor. The stationary modes of gasification of coal dust with the addition of biomass in a entrained-flow generator with steam-oxygen blowing have been numerically studied. The calculated dependencies of the process efficiency on the control parameters are obtained: the fraction of biomass in the mixture with coal and the specific consumption of oxygen.

Keywords: gasification, coal, biomass, numerical simulation.

The work is carried out as a part of the project III.17.1 of Fundamental Researches Program of SB RAS, No. AAAA-A17-117030310448-0.

Received 9 June 2018

ОБРАЗЕЦ ЦИТИРОВАНИЯ

Донской, И.Г. Численное исследование режимов газификации угля и биомассы в поточном газогенераторе с парокислородным дутьем / И.Г. Донской // Вестник ЮУрГУ. Серия «Энергетика». – 2018. – Т. 18, № 3. – С. 14–21. DOI: 10.14529/power180302

FOR CITATION

Donskoy I.G. Numerical Investigation of Coal and Biomass Co-Gasification Regimes in Entrained-Flow Oxygen-Steam Blown Reactor. *Bulletin of the South Ural State University. Ser. Power Engineering*, 2018, vol. 18, no. 3, pp. 14–21. (in Russ.) DOI: 10.14529/power180302
